

# Studi HAZOP Berbasis *Layer of Protection Analysis* Pada *Main Fractionator Crude Distillation Unit* PT. Pertamina RU VI Balongan

Muhammad Khamim Asy'ari dan Ali Musyafa'

Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111 Indonesia

e-mail: musyafa@tf.its.ac.id

**Abstrak**— Salah satu proses penting di PT. Pertamina RU IV Balongan adalah proses pemisahan minyak pada unit *main fractionator*. Proses pemisahan minyak tersebut bukanlah proses yang sepenuhnya aman. Terdapatnya potensi bahaya pada proses tersebut, tentunya akan menimbulkan potensi kerugian yang cukup besar. Oleh karena itu diperlukan studi yang bertujuan memberikan rekomendasi berdasarkan penilaian resiko melalui studi HAZOP dan perhitungan SIL melalui metode LOPA. Hasil studi HAZOP menunjukkan proses pada unit *main fractionator* memiliki resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 35,29% untuk kategori rendah, 29,41% untuk kategori medium, dan 35,29% untuk kategori tinggi. Perhitungan SIL dengan metode LOPA menunjukkan angka SIL 0 untuk seluruh loop sistem.

**Kata Kunci**— HAZOP, LOPA, SIL

## I. PENDAHULUAN

PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan merupakan kilang keenam dari tujuh kilang direktorat pengolahan PT. Pertamina (Persero) dengan kegiatan bisnis utamanya adalah mengolah minyak mentah (*crude oil*) menjadi bentuk-bentuk BBM (Bahan Bakar Minyak), Non BBM dan Petrokimia [1]. Salah satu proses utama yang terdapat di PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan adalah proses pemisahan primer berdasarkan titik didih. Proses ini terdapat pada unit proses *Crude Distilling Unit* (CDU). Proses pemisahan minyak pada CDU bukanlah proses yang sepenuhnya aman. Banyak terdapat kemungkinan yang menyebabkan bahaya dalam proses ini. Adanya kegagalan instrumen dalam bekerja dapat menjadi potensi bahaya. Oleh karena itu sebuah industri diperlukan untuk memiliki pengetahuan tentang pendekatan, metode, dan teknik baru dalam bidang ilmu keselamatan [2]. Salah satu pendekatan tentang analisis bahaya dapat dilakukan dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP) dan kemudian dilakukan analisis lebih lanjut terkait *Layer Protection* dari susunan sistem dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA). Berdasarkan permasalahan tersebut, dalam tugas akhir ini dilakukan Studi HAZOP Berbasis *Layer of Protection Analysis* (LOPA) pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT Pertamina RU VI Balongan.

## II. METODOLOGI PENELITIAN

### A. Studi Literatur

Studi Literatur ini dilakukan dengan mengumpulkan berbagai teori yang dapat menunjang untuk menyelesaikan pengerjaan tugas akhir. Literatur yang digunakan berasal dari berbagai jurnal-jurnal Internasional, Tugas akhir yang telah dilakukan sebelumnya oleh mahasiswa lain, *manual instruction book* dari tempat pengambilan data, dan berbagai referensi lainnya. Selain studi pustaka, juga dilakukan studi lapangan dimana dilakukan agar dapat mengetahui kondisi real di lapangan, terutama yang berhubungan dengan topik yang diambil dalam tugas akhir.

### B. Pengumpulan Data

Tahapan ini dilakukan dengan mengumpulkan berbagai macam data yang terkait dengan topik Tugas Akhir yang diambil. Data tersebut berupa data maintenance, data *Process Flow Diagram*, P&ID, serta data manual proses.

Dalam penentuan HAZOP, data yang digunakan tidak hanya data tertulis namun juga data dari hasil wawancara dengan pihak operator proses. Selain itu, beberapa perusahaan memiliki standar tersendiri untuk menentukan tingkat keparahan dari bahaya yang terjadi pada prosesnya begitu juga dengan probabilitasnya. PT. Pertamina Persero adalah salah satu perusahaan yang telah memiliki standar tersebut yang terangkum dalam sebuah *risk matrix*. *Risk matrix* tersebut dikategorikan terhadap empat aspek peninjauan yaitu aspek resiko terhadap manusia, aset, lingkungan, serta reputasi. Keempat aspek tersebut memiliki penilaian yang berbeda-beda terhadap tingkat keparahan dari suatu bahaya. Standar perusahaan terhadap *risk matrix* dapat dilihat pada gambar 1 hingga gambar 4.

TINGKAT KEPARAHAN	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)				
		A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
	MANUSIA	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan
0	Tanpa Cedera	R	R	R	R	R
1	Cedera Ringan	R	R	R	R	R
2	Cedera Sedang	R	R	R	M	M
3	Cedera Berat	R	R	M	M	T
4	Fatality	R	M	M	T	T
5	Fatality Ganda	M	M	T	T	T

Gambar 1. Matriks Resiko Terhadap Manusia

TINGKAT KEPARAHAN	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)				
		A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
	ASET	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan
0	Tanpa Kerusakan	R	R	R	R	R
1	Kerusakan sangat kecil	R	R	R	R	R
2	Kerusakan kecil	R	R	R	M	M
3	Kerusakan sedang	R	R	M	M	T
4	Kerusakan besar	R	M	M	T	T
5	Kerusakan parah	M	M	T	T	T

Gambar 2. Matriks Resiko Terhadap Aset

TINGKAT KEPARAHAN	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)				
		A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
	LINGKUNGAN	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan
0	Tanpa dampak	R	R	R	R	R
1	Dampak ringan	R	R	R	R	R
2	Dampak sedang	R	R	R	M	M
3	Dampak besar (Skala Daerah)	R	R	M	M	T
4	Dampak besar (Skala Nasional)	R	M	M	T	T
5	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	M	M	T	T	T

Gambar 3. Matriks Resiko Terhadap Lingkungan

TINGKAT KEPARAHAN	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)				
		A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
	CITRA	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/operasi Perusahaan
0	Tanpa dampak	R	R	R	R	R
1	Dampak ringan	R	R	R	R	R
2	Dampak sedang	R	R	R	M	M
3	Dampak besar (Skala Daerah)	R	R	M	M	T
4	Dampak besar (Skala Nasional)	R	M	M	T	T
5	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	M	M	T	T	T

Gambar 4. Matriks Resiko Terhadap Citra

### C. Analisis Hazard

Identifikasi *hazard* dilakukan dengan mengolah data proses dari setiap instrumen yang sudah diambil dan menentukan *guideword*. Langkah-langkah dalam identifikasi bahaya menggunakan metode HAZOP ini adalah sebagai berikut :

- Menentukan titik studi berdasarkan data P&ID yang telah didapatkan.
- Untuk titik studi yang telah dipilih, ditentukan komponen apa saja yang terdapat pada bagian tersebut, yang mengatur semua proses yang terjadi, dari *input* sampai menghasilkan *output*. Komponen-komponen tersebut dapat berupa *control valve*, *flow transmitter*, *temperature transmitter*, *pressure transmitter*, serta komponen *safety* lainnya yang ikut mendukung proses pada node tersebut. Penentuan komponen ini didasarkan pada komponen-komponen yang terdapat pada DCS screens *main fractionator* di PT. Pertamina RU VI.
- Melakukan analisis penyebab-penyebab dari penyimpangan yang telah ditentukan sebelumnya serta akibat yang ditimbulkannya serta *safeguard existing* yang dimiliki oleh sistem dalam satu sistem studi.

### D. Estimasi Resiko (Consequences dan Likelihood)

Resiko ditentukan dari seluruh bahaya yang telah diidentifikasi. Penentuan resiko ini dapat dilakukan dengan cara membaca secara detail jalannya proses melalui data PFD dan P&ID. Selain itu wawancara dengan pihak terkait juga menjadi salah satu sumber validasi dari analisis yang telah dilakukan. Setiap resiko maupun bahaya nantinya dapat diklasifikasikan sesuai dengan tingkat keparahan dan probabilitas masing-masing sesuai dengan data *risk matrix* yang dimiliki oleh PT. Pertamina RU VI Balongan.

### E. Analisis Resiko

Setelah indentifikasi resiko dan bahaya telah dikategorikan terhadap *risk ranking* masing-masing, maka dilakukan analisis terhadap resiko bahaya yang memiliki ranking tinggi. Pengelompokan ini bertujuan untuk memilih bagian mana saja dari proses yang memerlukan analisis lebih lanjut terkait tingkat keamanannya dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*.

### F. Perhitungan SIL

Nilai SIL dihitung dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*. LOPA melibatkan perhitungan SIL dari keseluruhan evaluasi lapisan proteksi yang telah terpasang. Perbedaan metode ini dengan metode perhitungan SIL yang lainnya adalah adanya pertimbangan terhadap nilai dari *passive protection* serta *additional mitigation* dari bahaya yang muncul. Hal tersebut dinilai sebagai sebuah kelebihan dari metode perhitungan ini. Dalam perhitungan SIL dengan metode LOPA terdapat beberapa langkah-langkah perhitungan sesuai standar yang harus diikuti.

Langkah pertama adalah menentukan nilai *mean time to failure* (MTTF) dari suatu komponen. Persamaan MTTF ditulis sebagai berikut :

$$MTTF = \frac{\sum TTF}{n TTF} \dots\dots\dots (1)$$

Selanjutnya dihitung *failure rate* tiap jam dan *failure rate* tiap tahun melalui persamaan 3.2 dan 3.3 berikut :

$$\lambda/\text{jam} = \frac{1}{MTTF} \dots\dots\dots (2)$$

$$\frac{\lambda}{\text{tahun}} = \left( \frac{\lambda}{\text{jam}} \right) \times 24 \times 365 \dots\dots\dots (3)$$

Langkah ketiga, dihitung nilai *reliability* menggunakan distribusi eksponensial dan serta penentuan nilai ICL melalui persamaan 3.4 dan 3.5 berikut :

$$R = e^{-\lambda t} \dots\dots\dots (4)$$

$$ICL = 1 - R \dots\dots\dots (5)$$

Berdasarkan standar IEC untuk perhitungan LOPA, nilai PFD untuk *restricted access* meliputi *conditional modifier* seperti *probability of fatal injury* (Ptr), *probability of personal in affected area* (Pp), dan *probability of ignition* (Pi). Nilai *probability of fatal injury* (Ptr) dari proses operasi kontinu adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (bongkar muat, *batch proses* dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat proses dalam mode operasi bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan seperti berikut :

$$P_{tr} = \frac{\text{time at risk}}{\text{total time}} \dots\dots\dots (6)$$

Nilai *probability of personal in affected area* (Pp) terkait dengan adanya waktu personil terpapar atau berada ditempat bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan dengan persamaan berikut :

$$P_p = \frac{\text{time present to hazard}}{\text{total time}} \dots\dots\dots (7)$$

Nilai *probability of ignition* (Pi) merujuk pada kemungkinan adanya pelepasan bahaya berupa minyak tumpah/gas berbahaya yang dapat menyebabkan timbulnya ledakan. Perhitungan akhir merupakan hasil perkalian probabilitas seluruh *protection layers* yang ada dan dapat disimpulkan dengan persamaan dibawah ini :

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr} \dots\dots (8)$$

Rasio LOPA atau PFD merupakan perbandingan antara *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) dan dapat ditulis melalui persamaan:

$$PFD = \frac{TMEL}{IEL} \dots\dots\dots (9)$$

### III. ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

#### A. Analisis Risiko

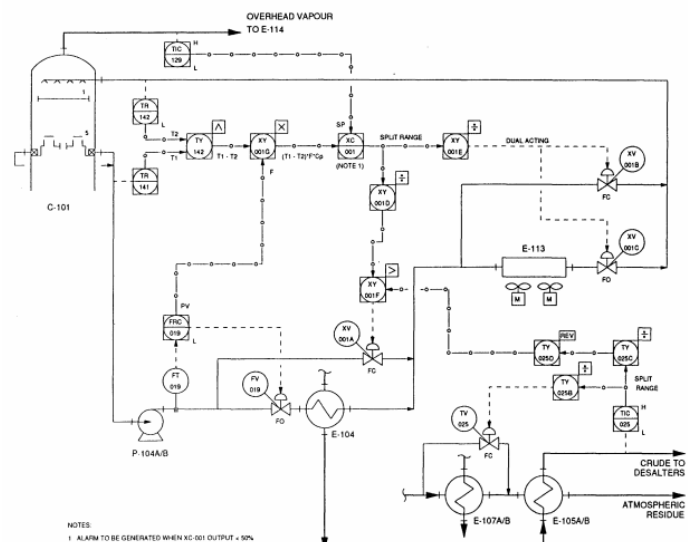
Untuk menentukan risiko yang mungkin terjadi, diperlukan pemahaman terkait dengan jalannya proses, dimulai dari masukan (*input*) hingga keluaran (*output*) yang dihasilkan dari unit proses. Pemahaman tentang jalannya proses tersebut juga diperlukan untuk menentukan bahaya yang mungkin terjadi. Analisis proses yang dilakukan terkait tugas akhir ini pada unit *main fractionator* yang berfungsi untuk memisahkan campuran minyak mentah (*crude oil blend*) untuk menghasilkan hasil pemisahan atas (*overhead distillate*), yang dikombinasikan *gasoil* dan aliran residu.

Di dalam unit *main fractionator*, terdapat tiga sistem *pumparound* yang berfungsi untuk menghilangkan panas dari *main fractionator*. Tiga sistem *pumparound* yaitu *top pumparound system* (TPA), *mid-pumparound system* (MPA), dan *bottom pumparound system* (BPA).

##### A.1 Top Pumparound Systems (TPA)

Aliran *top pumparound* berasal dari tray 5 di *main fractionator* (11-C-101) yang kemudian dipompa menuju unit *crude preheat* (exchanger 11-E-104) untuk menambah panas pada aliran minyak mentah. Selanjutnya, aliran minyak mentah yang keluar dari exchanger 11-E-104 dikembalikan kembali ke tray 1 di *main fractionator*. Namun, apabila temperatur minyak mentah yang keluar dari tray 5 di *main fractionator* terlalu tinggi, aliran minyak mentah tidak akan dilewatkan ke exchanger 11-E-104 tetapi aliran minyak mentah akan melalui sistem *bypass*. Penggunaan unit *trim cooler* (11-E-113) dimaksudkan untuk menghilangkan panas dari aliran minyak mentah sebelum menuju kembali ke tray 1 di *main fractionator*. Pada kondisi normal, unit *trim cooler* tidak digunakan. Diagram alir proses sistem *top pumparound* ditunjukkan pada gambar 5.

Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *top pumparound* (TPA) ditunjukkan pada tabel 1, sedangkan risk ranking dari analisis tersebut ditunjukkan pada tabel 2.



Gambar 5. Top Pumparound Systems (TPA)

**Tabel 1.**  
Analisis Cause and Consequences TPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation	Cause	Possible Consequences
FT 019	No	No Flow	TPA Pumps failed to work	Failed of reflux in TPA system
	Less	Less Flow	Unoptimal TPA Pumps	Unoptimal of reflux in TPA system
FT 019	More	More Flow	FV 019 failed to close	Overheating stream
TR 141	High	High Temperature	XV 001 A failed to open	Failed of reflux in TPA system, Negative pressure at main fractinator
TR 142	Low	Low Temperature	XV 001 C failed to close	Low temperature stream, material unbalance in top product

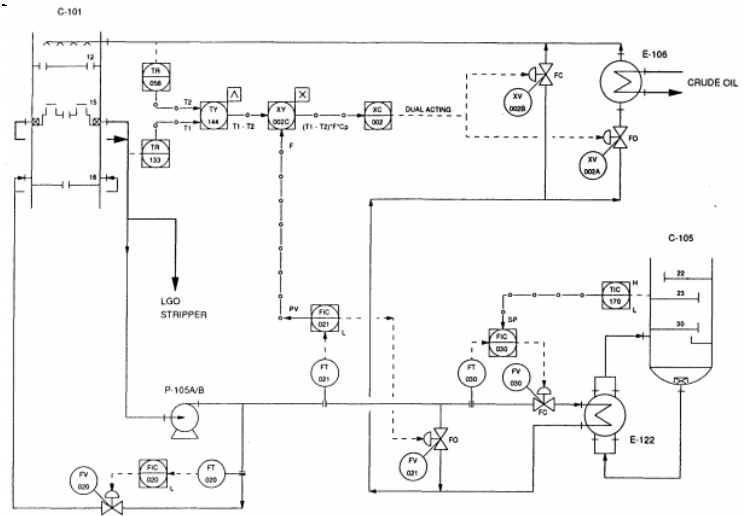
**Tabel 2.**  
Analisis Risk Ranking TPA System

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
Failed of reflux in TPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	5	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Unoptimal of reflux in TPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	3	C	M	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Overheating stream	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	3	C	M	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Failed of reflux in TPA system, Negative pressure at main fractinator	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	4	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Low temperature stream, material unbalance in top product	Injury	0	C	R	Alarm temperature L
	Asset	3	C	M	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	

### A.2 Mid-Pumparound (MPA) Systems

Aliran *mid-pumparound* berasal dari tray 15 di *main fractinator* (11-C-101) dipompa menuju *LGO splitter*, menuju kembali ke tray 16 di *main fractinator* sebagai *internal reflux*, serta menuju *splitter reboiler* (11-E-122). Aliran dari *splitter reboiler* selanjutnya menuju ke unit *crude preheat (exchanger 11-E-106)* dan dikembalikan kembali ke tray 12 di *main fractinator*. Diagram alir proses sistem *mid-pumparound* ditunjukkan pada gambar 6.

Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *mid-pumparound* (MPA) ditunjukkan pada tabel 3, sedangkan risk ranking dari analisis tersebut ditunjukkan pada tabel 4.



Gambar 6. Mid-Pumparound (MPA)

**Tabel 3.**  
Analisis Cause and Consequences MPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation	Cause	Possible Consequences
FT 021	No	No Flow	MPA Pumps failed to work	Failed of reflux in MPA system
	Less	Less Flow	Unoptimal MPA Pumps	Unoptimal of reflux in MPA system
FT 020	More	More Flow	FV 021 failed to close	Failed of reflux in MPA system
FT 021	More	More Flow	FV 021 failed to close	Overheating stream
TR 058	High	High Temperature	XV 002 A failed to close	High temperature stream, material unbalance in middle product
LT 012	Low	Low Level	LV 012 failed to open	Material unbalance in LGO product

**Tabel 4.**  
Analisis Risk Ranking MPA System berdasarkan Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
Failed of reflux in MPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	5	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Unoptimal of reflux in MPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	3	C	M	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	

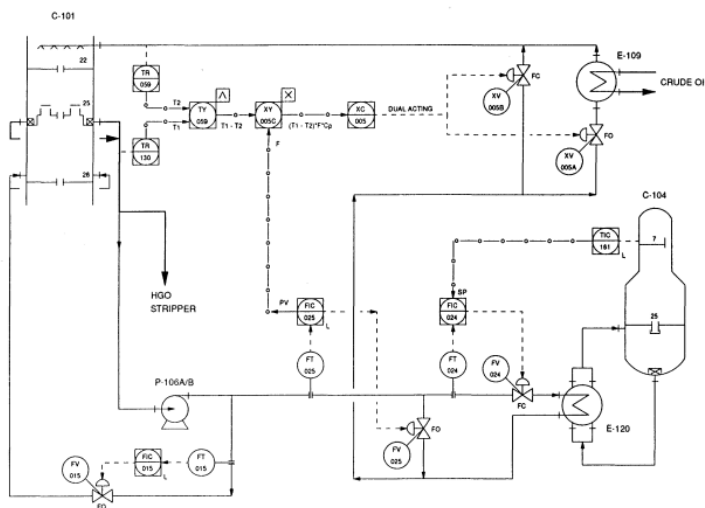
**Tabel 4.**  
Lanjutan

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
Failed of reflux in MPA system	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Overheating stream	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
High temperature stream, material unbalance in middle product	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Material unbalance in LGO product	Injury	0	C	R	Alarm Low
	Asset	5	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	

### A.3 Bottom Pumparound Systems (BPA)

Aliran *bottom pumparound* berasal dari tray 25 di *main fractionator* (11-C-101) dipompa menuju HGO *splitter*, menuju kembali ke tray 26 di *main fractionator* sebagai *internal reflux*, serta menuju *stabilizer reboiler* (11-E-120). Aliran dari *stabilizer reboiler*, selanjutnya menuju ke unit *crude preheat* (*exchanger* 11-E-109) dan dikembalikan kembali ke tray 22 di *main fractionator*. Diagram alir proses sistem *mid-pumparound* ditunjukkan pada gambar 7.

Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *bottom pumparound* (BPA) ditunjukkan pada tabel 5, sedangkan risk ranking dari analisis tersebut ditunjukkan pada tabel 6.



Gambar 7. Bottom Pumparound (BPA) Systems

**Tabel 5.**  
Analisis Cause and Consequences BPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation	Cause	Possible Consequences
FT 015	No	No Flow	BPA Pumps failed to work	Failed of reflux in BPA system
	Less	Less Flow	Unoptimal BPA Pumps	Unoptimal of reflux in BPA system
FT 015	More	More Flow	FV 015 failed to close	Failed of reflux in BPA system
FT 025	More	More Flow	FV 025 failed to close	Overheating stream
TR 059	High	High Temperature	XV 005 A failed to close	High temperature stream, material unbalance in bottom product
LT 013	Low	Low Level	LV 013 failed to open	Material unbalance in HGO product

**Tabel 6.**  
Analisis Risk Ranking BPA System berdasarkan Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
Failed of reflux in BPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	5	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Unoptimal of reflux in BPA system	Injury	0	C	R	Redundance Pump
	Asset	3	C	M	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Failed of reflux in bPA system	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Overheating stream	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
High temperature stream, material unbalance in bottom product	Injury	0	C	R	Develop SOP, Stand by operator
	Asset	2	C	R	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	
Material unbalance in HGO product	Injury	0	C	R	Alarm Low
	Asset	5	C	T	
	Environment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	

### B. Analisis HAZOP

Dari hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan, menunjukkan bahwa risiko yang dapat terjadi pada unit *main fractionator* terbagi menjadi tiga kategori dengan persentase sebagai berikut :

Rendah = 35,29 %

Menengah = 29,41 %

Tinggi = 35,29 %

Dari ketiga peringkat risiko (*risk ranking*) diatas, ketiga kategori memiliki persentase yang hampir seimbang, dengan kategori rendah dan tinggi memiliki persentase lebih besar dibandingkan dengan kategori menengah. Untuk memperkecil nilai persentase kategori tinggi tersebut, maka perlu adanya rekomendasi berupa pemasangan alarm tambahan serta penerapan prosedur *predictive maintenance*.

### C. Layer of Protection Analysis (LOPA)

*Protection layer* terdiri atas *general process design*, *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm*, serta *additional mitigation layer*. *General process design* merupakan salah satu *protection layer* dengan probabilitas kegagalan yang kecil. BPCS merupakan salah satu *protection layer* yang bertujuan mengevaluasi jalannya *access control* serta sistem keamanan yang memiliki pengaruh besar terhadap kesalahan yang dilakukan oleh manusia. *Alarm* merupakan *protection layer* tingkat kedua setelah BPCS. *Alarm* diaktifkan oleh BPCS dan bergantung pada operator. *Additional mitigation layer* merupakan salah satu *protection layer* yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur yang bertujuan mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal.

### C.1 Perhitungan LOPA

Sebelum dilakukan perhitungan nilai IEL, terlebih dulu dilakukan perhitungan nilai ICL. Nilai ICL dapat ditentukan berdasarkan persamaan 5. Nilai ICL untuk setiap dampak disajikan dalam tabel 7. berikut.

**Tabel 7.**  
Perhitungan ICL

Impact Event Description	Initiating Cause	$\lambda/\text{Jam}$	$\lambda/\text{Tahun}$	Reliability	ICL
Failed of reflux in TPA system	TPA Pumps failed to work	$9,82 \cdot 10^{-5}$	0,860	0,423	0,577
Failed of reflux in TPA system, Negative pressure at main fractinator	XV 001 A failed to open	$1,41 \cdot 10^{-4}$	1,237	0,290	0,710
Failed of reflux in MPA system	MPA Pumps failed to work	$1,06 \cdot 10^{-4}$	0,929	0,395	0,605
Material unbalance in LGO product	LV 012 failed to open	$1,44 \cdot 10^{-4}$	1,258	0,284	0,716
Failed of reflux in BPA system	BPA Pumps failed to work	$1,12 \cdot 10^{-4}$	0,976	0,377	0,623
Material unbalance in HGO product	LV 013 failed to open	$1,29 \cdot 10^{-4}$	1,136	0,321	0,679

Selanjutnya, dilakukan perhitungan IEL dan rasio LOPA serta penentuan nilai SIL. Perhitungan IEL berdasarkan persamaan 8, perhitungan rasio LOPA berdasarkan persamaan.9, serta penentuan nilai SIL. Nilai IEL, rasio LOPA, serta SIL disajikan dalam tabel 8. berikut.

**Tabel 8.**  
Worksheet Layer of Protection Analysis

Impact Event Description	Severity Level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	Protection Layers (PLs)					Intermediate Event Likelihood (IEL)	Target Mitigate Event Likelihood	PFD	SIL
				General Process Design	BPCS	Alarm, Etc.	Additional Mitigation, Restricted Access	Additional Mitigation Dike (Bunds), Pressure Relief				
Failed of reflux in TPA system	5	TPA Pumps failed to work	0,577	0,1	1	0,1	0,5	0,01	$2,88 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,346	SIL 0
Failed of reflux in TPA system, Negative pressure at main fractinator	4	XV 001 A failed to open	0,710	0,1	0,1	1	0,5	0,01	$3,54 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,281	SIL 0
Failed of reflux in MPA system	5	MPA Pumps failed to work	0,605	0,1	1	0,1	0,5	0,01	$3,03 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,330	SIL 0
Material unbalance in LGO product	5	LV 012 failed to open	0,716	0,1	0,1	1	0,5	0,01	$3,58 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,279	SIL 0
Failed of reflux in BPA system	5	BPA Pumps failed to work	0,623	0,1	1	0,1	0,5	0,01	$3,12 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,321	SIL 0
Material unbalance in HGO product	5	LV 013 failed to open	0,679	0,1	0,1	1	0,5	0,01	$3,39 \cdot 10^{-5}$	$10^{-5}$	0,294	SIL 0



*General process design* bernilai 0,1 yang menunjukkan bahwa desain yang diinginkan memiliki kegagalan satu kali dalam sepuluh tahun. Nilai BPCS dan alarm dapat dilihat dari P&ID atau PFD, apabila dalam P&ID atau PFD tersebut terdapat BPCS dan alarm, maka BPCS dan alarm bernilai 0,1. Namun apabila tidak terdapat BPCS dan alarm maka bernilai 1. Untuk menghitung nilai *additional mitigation restricted access* digunakan persamaan 6 dan persamaan 7. Nilai *additional mitigation restricted access* dipengaruhi oleh nilai *probability of fatal injury* ( $P_{tr}$ ) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinyu serta dipengaruhi oleh nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) yang bernilai 0,5. Nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) dihitung berdasarkan persamaan 7 dengan nilai *time present to hazards* sebesar 60 menit dan nilai *total time* sebesar 120 menit.

Dari tabel 8, nilai SIL didapatkan untuk semua *impact event* bernilai SIL 0. Hal ini menunjukkan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapat tereduksi oleh *protection layer* secara baik.

## VI. KESIMPULAN/RINGKASAN

Berdasarkan analisa data dan pembahasan yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

- hasil analisis HAZOP pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT Pertamina RU VI Balongan didapatkan resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 35,29 % untuk kategori rendah, 29,41 % untuk kategori medium, dan 35,29 % untuk kategori tinggi.
- nilai *Safety Integrity Level* pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT Pertamina RU VI Balongan menunjukkan bernilai SIL 0 untuk seluruh loop sistem yang mewakili jalannya proses.
- rekomendasi yang diberikan kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem *safety* yang telah dianalisis adalah dilakukan penambahan BPCS dan alarm untuk komponen yang kritis.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Rohman, Bahtaria, dkk. 2013. Analisa Kinerja Sistem *Shutdown Valve* pada Sistem Perpipaan untuk Proses Loading dan Unloading di Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan. Jurnal Teknik POMITS Vol 2. ITS. Surabaya
- [2] Mohammad, S. Mahmoudi, A. Kianfar. 2012. *Comparative safety assessment of chlorination unit in Tehran treatment plants with HAZOP & ETBA techniques*. Science Direct. Hal 27-30.
- [3] Asty, Rinanda Dwi Purnama. 2016, "Studi HAZOP Berbasis *Layer Of Protection Analysis* pada *Regeneration Tower* 32-R-104 *Continuous Catalytic Regeneration Naptha Process Unit* PT. PERTAMINA. Jurnal Teknik POMITS Vol 2. ITS. Surabaya
- [4] Pujiyanto. Justian. 2015. *Evaluation Safety Integrity Level Using Layer of Protection Analysis in Recycle Gas First Stage Cycle Compressor at PT. Pertamina Persero*. Australian Journal of Basic and Applied Science.
- [5] ANSI/ISA-TR84.02. 2002. Safety Instrumented Functions (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques Part 1: Introduction. Research Triangle Park, NC: American National Standard Institute
- [6] ANSI/ISA-TR84.02. 2002 Part 3. Safety Instrumented Function (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Technique Part 3. American National Standard Institute

## BIODATA PENULIS



Nama: Muhammad Khamim Asy'ari  
TTL : Jombang, 07 November 1993

### Riwayat Pendidikan

1999-2005	:	SDN Sengon 2 Jombang
2005-2008	:	SMPN 1 Jombang
2008-2011	:	SMAN 2 Jombang
2011-2014	:	D3 Metrologi & Instrumentasi FTI-ITS
2014-sekarang	:	S1 Teknik Fisika (Lintas Jalur) FTI-ITS